

13 ABR. 1972

P.- 50.434

Case - 1442

400764

Memoria descriptiva

SECCION TECNICA	
CLASIFICACION I. P. C.	
CLASE	_____
SUBCLASE	_____

para solicitar PATENTE DE INVENCION por 20 años

a nombre de UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY

entidad / de nacionalidad norteamericana

con domicilio en Ten UOP Plaza, Algonquin & Mt. Prospect Roads, Des Plaines, Illinois, Estados Unidos de América.

por: "UN PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR UN MATERIAL DE CARGA HIDROCARBONADO, EN PRESENCIA DE SULFURO DE HIDROGENO EN PRODUCTOS HIDROCARBONADOS QUE HIERVEN A INFERIOR TEMPERATURA"

(Clase Internacional C10g)

Int. Cl. ² : C10G

POOR QUALITY

En su amplio alcance, la presente invención se refiere a un procedimiento para la conversión de materiales de carga de hidrocarburos pesados en productos que hierven a temperatura inferior. Más específicamente, la invención está dirigida hacia un procedimiento de hidrocraqueo, en el cual las reacciones se efectúan en una atmósfera de hidrógeno que contiene sulfuro de hidrógeno.

Virtualmente todo material hidrocarbonáceo pesado destinado a la conversión en productos que hierven a inferior temperatura está contaminado con compuestos orgánicos de nitrógeno y de azufre. Las fracciones extremadamente pesadas contienen material no destilable que hierve a una temperatura superior a 566°C aproximadamente, asfaltenos y contaminantes organometálicos (que contienen principalmente níquel y vanadio) además de los compuestos nitrogenados y sulfurados.

Los procedimientos y técnicas de la tecnología anterior han establecido claramente la necesidad de un tratamiento previo catalítico de los materiales contaminados destinados al hidrocraqueo. Tales procedimientos de tratamiento previo empleados para descontaminar diversos materiales de carga son mencionados como "desulfuración", "hidrotratamiento", "hidro-refinación" o "hidroproceso". Las reacciones principales

convierten los compuestos nitrogenados y sulfurados en amoníaco, sulfuro de hidrógeno e hidrocarburos. La hidro-
-refinación en esta forma es necesaria para prevenir
5 la subsiguiente desactivación del catalizador de hidro-
craqueo, que exhibe una baja tolerancia al azufre orgá-
nico y al nitrógeno orgánico. Los procedimientos de la
técnica anterior han sido satisfactorios al reducir el
nitrógeno orgánico a "nada", y el azufre orgánico a
0,1 - 10,0 ppm, en peso.

10 Los procedimientos de hidrocraqueo pueden
ser considerados, por consiguiente, como procedimientos
de dos etapas, efectuando la primera etapa la operación
de limpieza. Hasta la aparición de los catalizadores
zeolíticos, la práctica común implicaba la separación
15 intermedia del efluente de hidro-refinación, en unida-
des de destilación apropiadas, para eliminar el sulfuro
de hidrógeno y los hidrocarburos gaseosos ligeros que
comprenden metano, etano y propano. El amoníaco se eli-
mina generalmente inyectando agua en el efluente desul-
20 furado, introduciendo la mezcla en un separador frío
y eliminando el agua agria por medio de un tubo inferior
de drenaje; esta técnica elimina también algo de sulfu-
ro de hidrógeno.

25 Desde el desarrollo de los catalizadores
zeolíticos, y la purificación de aquellos que son de

carácter amorfo, ha sido posible un sistema de flujo en serie. Las instalaciones de separación intermedia se eliminan introduciendo el efluente total del tratamiento previo de hidro-refinación en la zona de hidrocraqueo.

5 En una y otra situación, las reacciones de hidrocraqueo se efectúan en una atmósfera que contiene sulfuro de hidrógeno. En una operación de flujo en serie, esto es obvio. Con respecto al sistema que emplea instalaciones de separación intermedia, algo de sulfuro de hidrógeno
10 se disuelve en la corriente de líquido y encuentra su camino hacia el interior de la zona de hidrocraqueo.

Bajo las condiciones en que se efectúan las reacciones de hidrocraqueo, el sulfuro de hidrógeno es inducido a reaccionar con los hidrocarburos para producir compuestos orgánicos de azufre. Los análisis han indicado que el contenido en azufre orgánico puede incrementarse desde el margen de 0,1 a 10,0 ppm para la carga desulfurada, hasta el margen de 50,0 a 100,0 ppm para el producto hidrocraqueado. Estos compuestos orgánicos de azufre aparecen en el producto líquido final en
15 virtualmente todas las fracciones del mismo, cualquiera que sea la composición del producto deseado. El efecto adverso último será fácilmente comprendido por aquellos que poseen experiencia en la tecnología de refi-
20 nación de petróleo.
25

Un objeto principal de la presente invención es convertir materiales de carga hidrocarbonácea pesados en productos hidrocarbonados que hierven a inferior temperatura.

5 Un objeto más específico de la presente invención implica la eliminación de compuestos orgánicos de azufre formados mientras se verifican las reacciones de hidro craqueo en presencia de sulfuro de hidrógeno.

10 Otro objeto es proporcionar un procedimiento de hidro craqueo en donde las máximas cantidades de gas licuado de petróleo (GLP) pueden ser obtenidas a partir de dos materiales de carga, de los cuales uno por lo menos contiene compuestos orgánicos de azufre.

15 Por lo tanto, la presente invención aporta un procedimiento para convertir un material de carga hidrocarbonado, en presencia de sulfuro de hidrógeno, en productos hidrocarbonados que hierven a inferior temperatura, el cual comprende los pasos de : (a) hacer reaccionar el citado material de carga e hidrógeno, en una zona de reacción de hidro craqueo y en contacto con un catalizador de hidro craqueo, e hidro craquear el citado material de carga; (b) poner en contacto el total efluente hidro craqueado resultante, que contiene compuestos orgánicos de azufre, con un catalizador de de
20 sulfuración, y desulfurar el citado efluente hidro cra-
25

queado; y, (c) separar el efluente desulfurado resultante para recuperar los citados productos que hierven a temperatura inferior, y para proporcionar una fase de vapor rica en hidrógeno.

5 Otros objetos y realizaciones de la presente invención se pondrán de manifiesto en la siguiente descripción más detallada. Una realización implica la máxima producción de GLP a partir de dos materiales de carga separados, de los cuales uno por lo menos contiene azufre orgánico. Otra realización está dirigida hacia las condiciones de hidrocraqueo, las cuales incluyen una temperatura máxima del lecho catalítico en el margen de 343 a 510° C, en tanto que las condiciones de desulfuración incluyen una temperatura máxima del lecho de catalizador de, como mínimo, 14° C más baja.

10 De lo anterior se deduce fácilmente que la presente invención implica la conversión de compuestos orgánicos de azufre, los cuales se forman cuando las reacciones de hidrocraqueo se efectúan en presencia de sulfuro de hidrógeno. Además de aquellas mencionadas previamente, las fuentes de sulfuro de hidrógeno incluyen las corrientes de hidrógeno de reposición impuro, y la corriente de hidrógeno internamente recirculado, a la cual se añade a veces intencionadamente sulfuro de hidrógeno; del mismo modo, comúnmente se añade a la

carga líquida un mercaptano de bajo peso molecular, precursor de sulfuro de hidrógeno. Los catalizadores de hidrocraqueo se sulfuran generalmente antes de su empleo, y esto constituye otra fuente más de sulfuro de hidrógeno en la zona de reacción de hidrocraqueo. En resumen, cuando se lleva a cabo un proceso de hidrocraqueo, virtualmente las reacciones se efectuarán siempre en una atmósfera de hidrógeno que contiene sulfuro de hidrógeno.

En las requeridas, y generalmente practicadas condiciones de operación, el sulfuro de hidrógeno funciona como un precursor de compuestos orgánicos de azufre, que, en los procesos en curso, aparecen como un contaminante en diversas fracciones del producto líquido final. Como consecuencia, las unidades de proceso subsiguiente pueden afectarse adversamente, por ejemplo, la extracción con disolvente del reformado catalítico para aromáticos. La aplicación de la presente invención, en donde todo el efluente hidrocraqueado es puesto en contacto con un catalizador de desulfuración, elimina el azufre orgánico hasta el punto de que la concentración en el producto líquido se reduce por lo menos hasta el nivel anterior de 0,1 a 10,0 ppm aproximadamente.

Según se expuso anteriormente, los materiales de carga de hidrocraqueo requieren un tratamiento

previo para eliminar diversos agentes de contaminación. Puesto que una técnica de tratamiento previo tal es bien conocida en la tecnología, no se cree necesaria una discusión de la misma. Se supone que los materiales de carga han sido previamente sometidos a alguna de técnica de hidro-refinación, a menos que específicamente se afirme lo contrario.

El hidrocraqueo, de acuerdo con la presente invención, se efectúa en presencia de hidrógeno y de un catalizador compuesto de uno o más componentes metálicos de los Grupos VIB y VIII y un apropiado óxido inorgánico refractario. El último incluye los óxidos inorgánicos refractarios amorfos tales como alúmina, sílice, óxido de zirconio, óxido de titanio, óxido de berilio, óxido de estroncio, óxido de boro y mezclas de ellos. Se prefiere un material portador de alúmina y sílice, estando presente la sílice en una cantidad de 10 a 90% en peso. Cuando un aluminosilicato cristalino, tal como la mordenita, la faujasita o los tamices moleculares de Tipo A ó Tipo X, es utilizado como portador, se prefiere la faujasita. Excelentes resultados se consiguen cuando el material portador faujasítico es zeolítico en más del 90% en peso.

Las condiciones de hidrocraqueo incluyen una presión de 35 a 341 atm., y más preferentemente de

5 69 a 205 atm., una velocidad espacial horaria del líquido, VEHL, o volumen por hora del líquido a 15°C por volumen de catalizador, de 0,25 a 5,0 aproximadamente, generalmente de 0,5 a 3,0 aproximadamente, y una velocidad de circulación de hidrógeno o volumen por hora de gas a 15°C, 1 atm. por volumen de líquido a 15°C, V/V, de 178 a 8.920 V/V y generalmente de 535 a 5.350 V/V. Las reacciones de hidrocraqueo son principalmente exotérmicas; por lo tanto, la temperatura aumenta a través del lecho de catalizador. La máxima temperatura del lecho de catalizador debe ser por lo menos de unos 343°C, y no debe exceder de 510°C.

10
15
20
25 Compuestos catalíticos con, aproximadamente, 0,1 a 20% en peso de por lo menos un componente metálico, calculado como metal elemental, seleccionado entre los metales de los Grupos VIB y VIII, son adecuados para hidrocraquear. El metal del Grupo VIB, wolframio, cromo o molibdeno, está generalmente presente en una cantidad de 0,5 a 10% en peso, aproximadamente. Los metales del grupo del hierro, hierro, cobalto o níquel, pueden comprender 0,2 a 10% en peso, y los metales nobles, platino, paladio, rutenio, rodio, osmio o iridio, alrededor de 0,1 a 5% en peso del compuesto catalítico.

El catalizador de desulfuración, a través

del cual pasa todo el efluente hidrocraqueado, está dispuesto alrededor de 5 a 30% en peso en ambas zonas. Los componentes metálicos catalíticamente activos se seleccionan entre el Grupo VIB y el grupo del hierro. Un catalizador que contiene cantidades relativamente grandes de molibdeno, compuesto con un material portador de sílice y de 60 a 78% en peso, aproximadamente, de alúmina, es muy eficaz al llevarse a la práctica la deseada operación. Un compuesto catalítico preferido contiene de 4 a 45% en peso, aproximadamente, de Mo y de 0,2 a 10% en peso, aproximadamente, de Ni, Fe ó Co, o mezclas de ellos, siendo preferido el níquel.

Una aplicación de la presente invención es un sistema de hidrocraqueo de múltiples etapas, con flujo en serie. El efluente total del tratamiento previo de desulfuración es introducido en la zona de hidrocraqueo, que contiene un catalizador de desulfuración en la porción inferior de la misma. En una incorporación preferida, la máxima temperatura de catalizador del lecho de desulfuración es, como mínimo, 140° C más baja que la correspondiente en la zona de hidrocraqueo. Una corriente amortiguadora de temperatura puede ser añadida al efluente hidrocraqueado, justamente antes de que entre en contacto con el catalizador de desulfuración, para controlar la temperatura máxima de desulfuración.

En un sistema de flujo en serie, la corriente amortiguadora es generalmente una porción de la corriente de recirculación rica en hidrógeno. Otra fuente de amortiguador es una porción del efluente líquido que hierve a temperatura superior al punto final del producto deseado.

En otra aplicación, el resultado final deseado es la producción máxima de GLP (gas licuado de petróleo), o un concentrado de propano/butano. Los diversos materiales de carga para tal procedimiento están generalmente comprendidos en el margen de ebullición de la nafta, por ejemplo, hexano - 204^o C, y muchos contienen compuestos orgánicos de azufre que hierven a baja temperatura. En una aplicación específica de un procedimiento de producción de GLP, tal como se ilustra en el dibujo, se emplean dos materiales de nafta, uno que es una nafta térmica que contiene azufre, y el otro, un refinado parafínico recuperado de un proceso de extracción con disolventes diseñado para concentrar aromáticos. En este proceso, el refinado está exento de azufre orgánico, y puede ser introducido directamente en la zona de hidrocraqueo. La nafta térmica es introducida en la zona de desulfuración mezclada con el efluente hidrocraqueado.

En una y otra de las aplicaciones anteriores de la presente invención, el sulfuro de hidrógeno

estará presente en la zona de reacción de hidrocraqueo. Una característica esencial es, por consiguiente, que las reacciones de hidrocraqueo pueden ser efectuadas en una atmósfera de hidrógeno que contiene sulfuro de hidrógeno, pero la fuente de sulfuro de hidrógeno no es una característica restrictiva.

El dibujo que se adjunta ilustra una realización específica en donde el resultado final deseado es la producción máxima de GLP. La unidad a escala comercial está proyectada para producir GLP a partir de 32,9 m³/hr de nafta térmica que contiene compuestos orgánicos de azufre, 14,3 m³/hr de un concentrado térmico de GLP y 17,8 m³/hr de un refinado parafínico derivado de una unidad de extracción con disolventes. La nafta térmica contiene 0,3% en peso de S y alrededor de 13 ppm de nitrógeno, y tiene un margen de ebullición de 102 a 180° C. El GLP térmico contiene 0,19% en peso de S.

El refinado parafínico no contiene substancialmente azufre orgánico y entra en el procedimiento por la tubería 1 con 53,0 m³/hr de un hexano-más recirculado de la tubería 2, cuya fuente se indica luego. La mezcla continúa por la tubería 1, es mezclada con 1.500 V/V, aproximadamente, de hidrógeno de la tubería 3, y entra en la zona de reacción 4, en donde se pone en con

tacto con la zona del catalizador de hidrocraqueo 5. La presión en la zona de reacción es alrededor de 103 atm.

En esta ilustración, el catalizador de hidrocraqueo 5 es $42,5 \text{ m}^3$ de un compuesto de 0,375% en peso de Pt combinado con un compuesto de 25% en peso de alúmina y 75% en peso de sílice. La carga se pone en contacto con el catalizador a una velocidad espacial horaria del líquido de 1,2 considerando solamente el refinado parafínico y la corriente de nafta térmica. La temperatura de entrada del reactor está controlada para proporcionar una temperatura máxima del lecho de 413°C .

La mezcla de nafta térmica y GLP térmico se introduce por la tubería 8, se mezcla con hidrógeno de la tubería 9 en una cantidad suficiente para completar substancialmente la vaporización cuando la mezcla total se calienta (por medios no mostrados) a una temperatura de unos 227°C , y se introduce por la tubería 8 en el lecho de catalizador de desulfuración 6. Este está separado del catalizador de hidrocraqueo 5 por una placa perforada 7.

El catalizador del lecho de desulfuración es $5,3 \text{ m}^3$ de un compuesto de 1,8% en peso de Ni y 16% en peso de Mo combinado con un material portador de 63% en peso de alúmina y 37% en peso de sílice. Puesto que la mezcla térmica que entra por la tubería 8 está a

una temperatura de unos 227° C, y el efluente de hidro-
craqueo está a una temperatura de 413° C, la tempera-
tura máxima de desulfuración se controla en un nivel de
399° C aproximadamente. El efluente se saca por la tu-
bería 14, y, después de emplearse como un medio de cam-
bio de calor para reducir su temperatura a 132° C, se
mezcla con agua de la tubería 15. Después de ser enfria-
da y condensada a una temperatura de 38° C aproxima-
damente, la mezcla continúa a través de la tubería 14 has-
ta el interior de un separador frío 16, del cual se eli-
mina por la tubería 17 una corriente de agua agria, que
contiene amoníaco y algo de sulfuro de hidrógeno.

Una fase gaseosa rica en hidrógeno, que con-
tiene la diferencia del sulfuro de hidrógeno presente
en el efluente de la zona de reacción menos el sulfuro
de hidrógeno eliminado por la tubería 18 en disolución
en los hidrocarburos líquidos, se extrae del separador
frío por la tubería 9, empleando un instrumento compre-
sor no indicado en el dibujo, y se mezcla con hidróge-
no de reposición de la tubería 10. Cuando es menester,
para controlar la temperatura en el lecho de cataliza-
dor de hidro craqueo 5, una porción del hidrógeno total
de recirculación de la tubería 9 puede ser desviada a
través de las tuberías 11, 12 y 13 para utilizarse co-
mo amortiguador. Otra porción es desviada a través de

la tubería 3 a fin de suministrar hidrógeno a la zona de hidrocraqueo 5. El resto continúa a través de la tubería 9 para ser reunido con la mezcla de carga térmica en la tubería 8.

5 La fase de petróleo del separador frío 16 se pasa a través de la tubería 18 al fraccionador 19, pero se puede emplear cualquier esquema de separación convencional. El concentrado de GLP de propano/butano se saca por la tubería 20, y un concentrado de pentano/

10 isohexano se aparta por la tubería 21. El concentrado de propano/butano de la tubería 20 puede ser sometido a separación adicional para eliminar metano y etano. 53,0 m³/hr de hexanos e hidrocarburos más pesados son recuperados como corriente de colas en la tubería 2 y

15 recirculados para reunir con el refinado parafínico de nueva aportación en la tubería 1. Esta corriente de recirculación, téngase en cuenta, incluye los 32,9 m³/hr de nafta térmica que entran en el procedimiento por la

20 tubería 8. Puesto que la corriente de nafta no cambia substancialmente su margen de ebullición después de ponerse en contacto con el catalizador de desulfuración 6, sino que solamente es saturada y purgada de azufre y nitrógeno orgánicos, aparecerá en la corriente de re-

25 circulación en una cantidad de 33,1 m³/hr, el volumen incrementado debido a la saturación. El rendimiento de

productos y la distribución de componentes, comprendido el consumo de hidrógeno de 241 V/V ó 2,93% en peso de la alimentación de nueva aportación total, son dados en la siguiente Tabla I :

5

TABLA I: Distribución y rendimiento (basado en la alimentación) de productos GLP

10

<u>Componente</u>	<u>Peso, %</u>	<u>Volumen, %</u>
Amoniaco (ppm)	(9,0)	-
Sulfuro de hidrógeno	0,52	-
Metano	0,6	-
Etano	1,6	-
15 Propano	34,5	47,4
Butano	36,7	45,3
Pentano	18,0	20,1
20 Isohexano	11,3	11,9

15

20

Debe observarse que, según la Tabla anterior, ha sido producido 92,7% en volumen líquido de GLP, basado en la alimentación de nueva aportación, y a expensas de una "pérdida" como metano y etano de sólo 2,2% en peso de la alimentación de nueva aportación.

25

Otra ilustración de la presente invención implica su empleo en un sistema de hidrocraqueo con flujo en serie diseñado para llevar al máximo la producción de una fracción de nafta de heptano - 180° C a partir de un gasoil de vacío derivado de un crudo de Kuwait. El material de carga tiene un peso específico de 0,879 aproximadamente, un punto de ebullición inicial de 182° C, una temperatura de destilación del 50% volumétrico de 372° C y un punto de ebullición final de 569° C aproximadamente, y contiene alrededor de 2,08% en peso de azufre orgánico y alrededor de 515 ppm de nitrógeno orgánico. El material de carga se somete inicialmente a una operación de limpieza de tratamiento previo empleando hidrógeno y un compuesto catalítico de hidro-refinación de 2,0% en peso de Ni, 15,6% en peso de Mo, y un material portador de, aproximadamente, 67% en peso de alúmina y 37% en peso de sílice. El material de carga, en una cantidad de 39,7 m³/hr aproximadamente, se mezcla con 1.780 V/V de hidrógeno, y se calienta a unos 343° C. La mezcla calentada se pone en contacto con el catalizador de hidro-refinación a una velocidad espacial horaria del líquido de 1,23 aproximadamente y a una presión de 127 atm aproximadamente. El efluente de producto total entra luego en la zona de reacción 4 por la tubería 1, con unos 22,6 m³/hr de recirculación de 185° C

más de la tubería 2. Ningún material de carga entra por la tubería 8, pero de otro modo el flujo del proceso es igual al del dibujo que se adjunta, según se explicó previamente. Con respecto al efluente de producto hidro-
5 -refinado, la porción líquida del mismo indica una concentración de azufre orgánico de 12,0 ppm aproximadamente.

El efluente hidro-refinado se introduce en la zona de reacción a una presión de 120 atm aproximadamente y una temperatura de entrada del reactor de unos
10 371º C. Un compuesto catalítico de 5,0% en peso de Ni y un material portador faujasítico, como mínimo de 92,7% zeolítico aproximadamente, está dispuesto en la zona de reacción como lecho de hidrocraqueo 5, y la carga
15 se pone en contacto con el mismo a una velocidad espacial horaria del líquido de 0,58, basada en la alimentación de nueva aportación solamente. El incremento de temperatura está limitado a 11º C mediante el empleo de 875 V/V de amortiguador de hidrógeno introducido por
20 las tuberías 11, 12 y 13.

El catalizador de desulfuración 6, a través del cual se pasa todo el efluente hidrocraqueado, es un compuesto de 1,8% en peso de Ni, 16,9% en peso de Mo y un portador de 37% en peso de sílice y 63,0% en
25 peso de alúmina, y es equivalente a 19,5% en peso, apro

ximadamente, del catalizador en la zona de reacción 4. La temperatura de entrada a la zona de desulfuración 6 se controla a 343° C con amortiguador de hidrógeno de la tubería 9. Un análisis del efluente hidrocraqueado que entra en el lecho de catalizador 6 indica una concentración de azufre orgánico de 65,0 ppm aproximadamente, mientras que el contenido en azufre orgánico después del lecho 6 es de 7,0 ppm aproximadamente. Después de la separación para recuperar el gas de recirculación rico en hidrógeno, que contiene sulfuro de hidrógeno, en la tubería 9, el efluente de productos se separa nuevamente para proporcionar la deseada fracción de nafta de heptano - 180° C y la corriente de recirculación más pesada en la tubería 2. La distribución de productos y el rendimiento del proceso global son presentados en la siguiente Tabla II:

TABLA II: Distribución de productos de hidrocraqueo y rendimiento (basado en la alimentación)

<u>Componente</u>	<u>Peso, %</u>	<u>Volumen, %</u>
Amoníaco	0,06	-
Sulfuro de hidrógeno	2,21	-
Metano	0,29	-

<u>Componente</u>	<u>Peso, %</u>	<u>Volumen, %</u>
Etano	0,49	-
Propano	4,81	6,60
Butano	15,90	24,55
Pentano	12,31	17,31
Hexano	15,82	20,15
Heptano - 180° C	51,50	60,41

El consumo de hidrógeno del proceso global, que incluye la técnica de hidro-refinación, es 3,39% en peso de la alimentación de nueva aportación, ó 35l V/V.

La presente solicitud, que corresponde a la presentada en Estados Unidos de América, el 15 de Marzo de 1971, bajo el Nº 124.153 se acoge a los beneficios del Artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

- REIVINDICACIONES -

Los puntos de invención propia y nueva, que

se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los siguientes:

5 1. Un procedimiento para convertir un material de carga hidrocarbonado, en presencia de sulfuro de hidrógeno, en productos hidrocarbonados que hierven a inferior temperatura, el cual comprende los pasos de:
10 (a) hacer reaccionar el citado material de carga e hidrógeno, en una zona de reacción de hidrocraqueo y en contacto con un catalizador de hidrocraqueo, e hidrocraquear el citado material de carga; (b) poner en contacto el total efluente hidrocraqueado resultante, que contiene compuestos orgánicos de azufre, con un catalizador de desulfuración, y desulfurar el citado efluente
15 hidrocraqueado; y (c) separa el efluente desulfurado resultante para recuperar los citados productos que hierven a temperatura inferior, y para proporcionar una fase de vapor rica en hidrógeno.

20 2. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde se separa el efluente desulfurado para proporcionar una corriente de líquido más pesado que los productos.

25 3. El procedimiento de la reivindicación 1 ó 2, en donde el material de carga se mezcla con sulfuro de hidrógeno, y por lo menos una porción de la co

rriente de líquido pesado es recirculada al paso (a) del procedimiento.

5 4. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en donde un segundo material de carga, que contiene compuestos orgánicos de azufre, se pone en contacto con el citado catalizador de desulfuración en una mezcla con el citado efluente hidrocraqueado.

10 5. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en donde el material de carga está substancialmente exento de compuestos de azufre, y un segundo material de carga, que contiene compuestos orgánicos de azufre, se pone en contacto con el citado catalizador de desulfuración en una mezcla con el citado efluente hidrocraqueado.

15 6. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en donde el catalizador de hidrocraqueo contiene por lo menos un componente metálico de los Grupos VIB y VIII.

20 7. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en donde el catalizador de desulfuración contiene por lo menos un componente metálico del Grupo VIB y del grupo del hierro.

25 8. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en donde la máxima temperatura

tura del lecho de catalizador de la zona de reacción de hidrocrqueo es de 343 a 510° C aproximadamente.

5 9. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en donde la máxima temperatura del lecho de catalizador de desulfuración es como mínimo 14° C más baja que la máxima temperatura del lecho de catalizador de hidrocrqueo.

10 10. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en donde la presión de la zona de reacción de hidrocrqueo es de 35 a 341 atm aproximadamente, la velocidad espacial horaria del líquido es de 0,25 a 5 aproximadamente, y la velocidad de circulación de hidrógeno es de 178 a 8.920 volúmenes de hidrógeno por volumen de petróleo, aproximadamente.

15 11. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, en donde la desulfuración utilizada es equivalente a 5 - 30% en peso, aproximadamente, del catalizador de hidrocrqueo.

20 12. Un procedimiento para convertir un material de carga hidrocarbonado, en presencia de sulfuro de hidrógeno, en productos hidrocarbonados que hierven a inferior temperatura.


25 Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acom

pañan y con los fines que se han especificado.

Esta Memoria consta de veinticuatro hojas escritas a máquina por una sola cara.

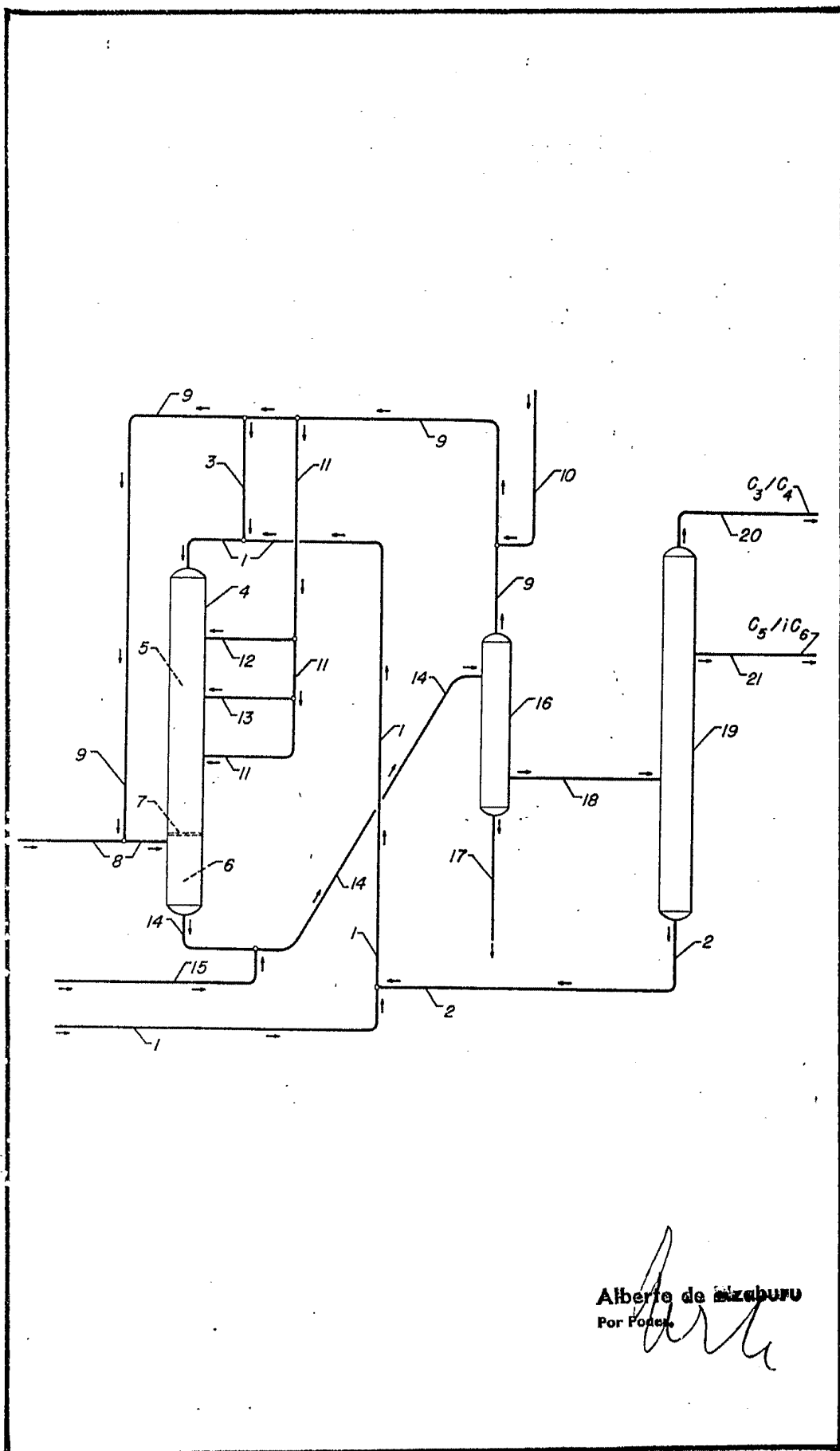
Madrid,
P.A.

29 ABR. 1


Alberto de Elzaburu
Por Poderes

26.4.72

EAS.-



Alberto de Lizaburu
Por Poder